

И. А. Люtareвич, ассистент; В. А. Марков, профессор; Е. В. Перминов, доцент

ИССЛЕДОВАНИЕ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ И СЕПАРАЦИИ ФАЗ В РОТОРНОМ ДИСПЕРСИОННО-ПЛЕНОЧНОМ АППАРАТЕ

Research of distribution of tangential and axial speeds of gas in working zones of the device is executed, and also the mathematical description of trajectories of movement of particles of a liquid in the twirled gas stream is received. Presence of a liquid phase in the twirled gas stream has insignificantly affected change of structures of speeds that also is confirmed experimentally. On the basis of the numerical decision of system of the differential equations and with the account of experimentally received distribution of speeds of gas movement of particles of a liquid in a working zone of the rotor dispersion-film apparatus is designed. The received theoretical trajectories of movement of drops of a liquid were compared to experimental researches in which trajectories of movement of firm particles in the twirled stream were studied. Satisfactory convergence of compared results is received. The analysis of influence of regime parameters on hydrodynamics is executed.

Введение. В работе [1] приведены результаты исследований гидродинамики разработанного одноступенчатого роторного аппарата. Опыты проводились по изучению профилей скоростей газового потока в нижнем сечении аппарата, где закрутка газового потока осуществлялась благодаря тангенциально установленному входному патрубку 2 (рис. 1). Было установлено, что характер изменения осевых скоростей, также тангенциальных, на этом участке незначительно отличается для разных сечений по высоте диспергирующего устройства (рис. 1).

Основная часть. Для многоступенчатого аппарата (на рис. 1 представлен двухступенчатый) дальнейшее поддержание закрутки осуществляется благодаря вращающимся лопастным отбойникам 6 и крыльчатке 7, что приводит к изменению профилей скоростей между диспергирующими устройствами.

Поскольку распределение скоростей газового потока влияет на гидродинамику взаимодействующих фаз, эффективность их сепарации и массообмена, а также гидравлическое сопротивление аппарата, то были проведены исследования по определению влияния величины средней скорости газового потока w_{cp} на профили тангенциальной и осевой скоростей в трехступенчатом роторном дисперсионно-пленочном аппарате.

Исследования проводились на экспериментальной установке, представленной на рис. 1. Диаметр аппарата составлял 0,195 м, диспергирующих устройств – 0,054 м, угол α входного патрубка к горизонтали – 30° . Диспергирующие устройства выполнены в виде полых перфорированных цилиндров (или конусов) высотой 0,13 м с отбортовкой, чтобы избежать перелива жидкости. Частотным преобразователем устанавливалась необходимая частота вращения вала. Газ подавался в аппарат по трубопроводу вентилятором. Расход газа регулировался заслонкой и измерялся при помощи трубки Пито. Принцип работы аппарата описан в [1].

Замеры локальных скоростей в аппарате проводились с помощью зонда в трех сечениях каждой рабочей зоны аппарата (на рис. 1 зона РЗ₁ и РЗ₂) при различных режимах его работы: при переменных средних скоростях газа на сечение $w_{cp} = 1,6-4,2$ м/с и частоте вращения ротора $n = 600-1400$ мин⁻¹.

Обработка опытных данных и расчеты тангенциальной и осевой скоростей газового потока определялись по методике, указанной в [1].

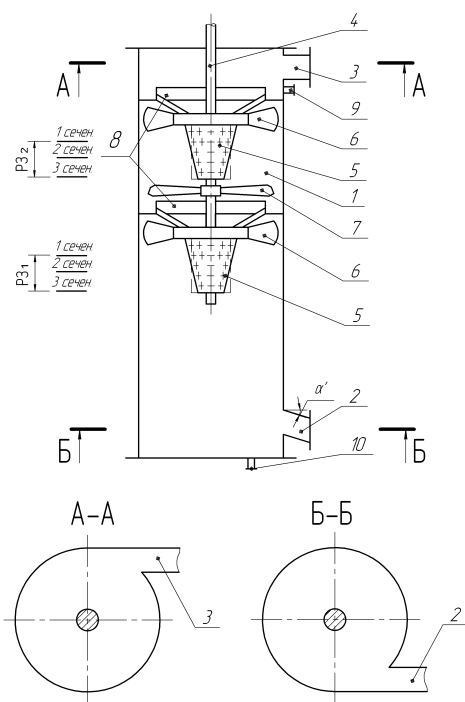


Рис. 1. Конструкция роторного дисперсионно-пленочного аппарата:

- 1 – корпус; 2, 3 – тангенциальные входной и выходной патрубки; 4 – вал; 5 – диспергирующие устройства; 6 – лопастные отбойники; 7 – крыльчатка; 8 – переливные устройства; 9, 10 – штуцера для подвода и отвода жидкости

Для второй и третьей ступеней контакта в отличие от первой частота вращения ротора оказывает влияние на профили локальных скоростей газа, причем в большей степени на тангенциальную составляющую (рис. 2), характер изменения которой такой же, как и для первой ступени [1]. Что касается осевой составляющей полной скорости, то она не меняет своего направления в рассматриваемых сечениях рабочей зоны РЗ₂ в зависимости от режимных параметров работы аппарата (рис. 2). Для этих зон распределение скоростей газа неодинаково, что является отличительной особенностью аэродинамики первой контактной ступени аппарата и последующих. Это объясняется тем, что структура газового потока на первой ступени контакта сформирована тангенциальным вводом газа, а на последующих ступенях – за счет крыльчаток, установленных на валу.

Наличие жидкой фазы в закрученном газовом потоке незначительно повлияло на изменение профилей скоростей, что также подтверждено экспериментально (рис. 3).

После изучения характера изменения локальных скоростей газового потока в рабочих зонах роторного дисперсионно-пленочного аппарата были проведены расчеты траекторий движения частиц диспергируемой жидкости, что позволило определить время контакта фаз в дисперсионно режиме и, следовательно, оценить влияние

режимных параметров работы аппарата на эффективность проводимых в нем процессов.

При расчетах траекторий движения капель жидкости в закрученном потоке сделаны следующие допущения: на частицу жидкости действуют основные обобщенные силы – сила гидродинамического воздействия со стороны газового потока и сила тяжести, капля имеет шарообразную форму и взаимное влияние частиц жидкости при их движении отсутствует.

На основании уравнения Лагранжа II рода с учетом принятых допущений получена система дифференциальных уравнений, описывающая движение капель жидкости в закрученном потоке:

$$\begin{cases} dv_r / d\tau - v_\varphi^2 / r = k \cdot \psi \cdot v_r \cdot |\bar{v}_{от}|, \\ dv_\varphi / d\tau + v_\varphi \cdot v_r / r = k \cdot \psi \cdot (U_\varphi - v_\varphi) \cdot |\bar{v}_{от}|, \\ dv_z / d\tau = k \cdot \psi \cdot (U_z - v_z) \cdot |\bar{v}_{от}| - g, \end{cases} \quad (1)$$

где v_r, v_φ, v_z – соответственно радиальная, тангенциальная и осевая скорости капли, м/с; r – текущий радиус, м; $k = 3 \cdot \rho_r / (4 \cdot \rho_\varphi \cdot d_\varphi)$, здесь ρ_r, ρ_φ – плотность газа и частицы жидкости, кг/м³; d_φ – диаметр частицы жидкости, м; ψ – коэффициент сопротивления среды; $|\bar{v}_{от}|$ – модуль полной относительной скорости капли, м/с; U_φ, U_z – радиальная и тангенциальная составляющие скорости газа, м/с; g – ускорение свободного падения, м/с².

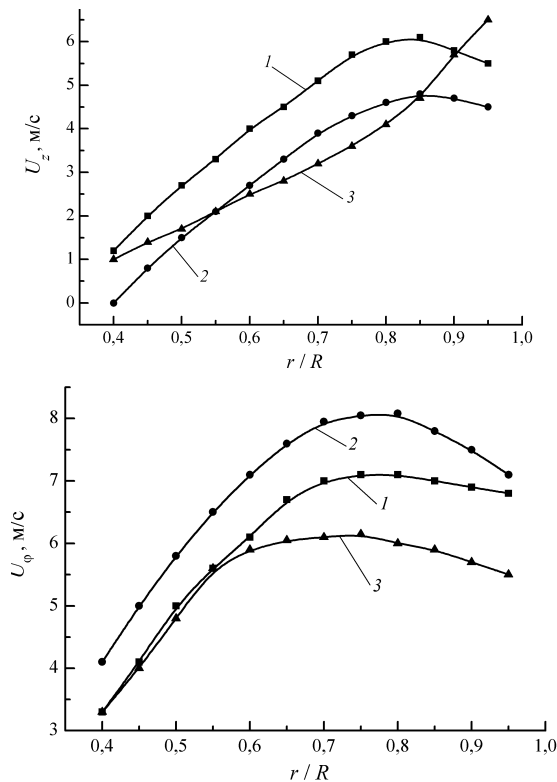


Рис. 2. Профили осевой и тангенциальной скоростей по сечению аппарата в зоне РЗ₂ при $w_{ср} = 3$ м/с и $n = 1000$ мин⁻¹: 1 – 1-е сечение; 2 – 2-е; 3 – 3-е

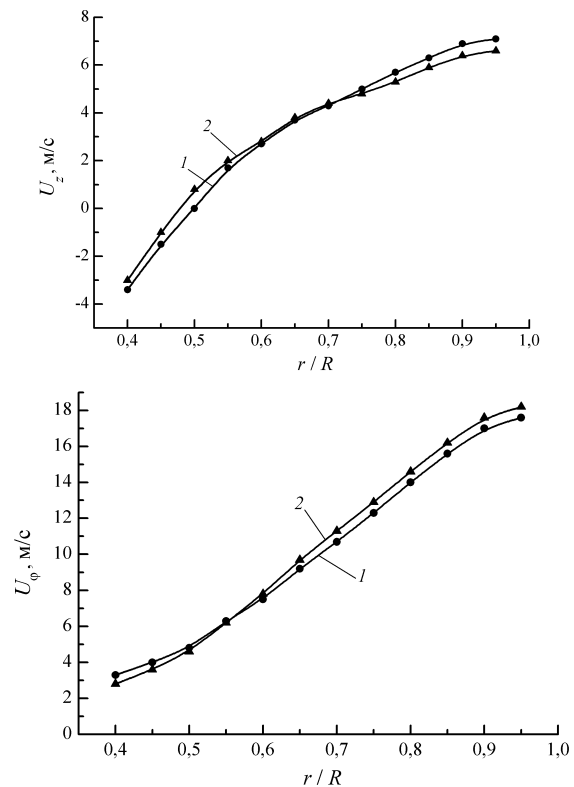


Рис. 3. Профили осевой и тангенциальной скоростей во втором сечении РЗ₁ аппарата при $n = 1000$ мин⁻¹ и $w_{ср} = 3$ м/с: 1 – $q = 0$; 2 – $q = 1,3$ м³/(м²·ч)

Для решения системы (1) был применен численный метод Рунге – Кутты – Фельберга. С помощью ЭВМ произведен расчет движения капель жидкости различного размера и получены траектории их движения (рис. 4).

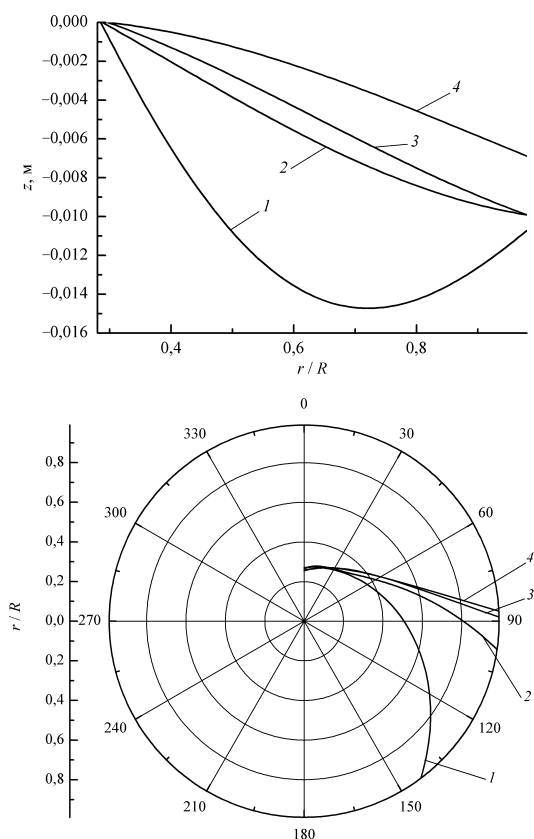


Рис. 4. Движение частиц жидкости в вертикальной и горизонтальной плоскостях при $w_{cp} = 3$ м/с и $n = 1000$ мин⁻¹:
1 – $d_{ч} = 0,1$ мм, 2 – 0,5; 3 – 1; 4 – 1,2

Анализ представленных зависимостей показывает, что мелкие частицы (кривая 1) сразу увлекаются газовым потоком и практически соответствуют его траектории. Более крупные частицы в силу своей инерционности движутся вниз под действием массовых сил, и газовый поток не оказывает существенного влияния на их движение. Исходя из этого, можно отметить, что процесс массообмена, мокрой очистки газа от твердых взвешенных частиц желательнее проводить при более мелком диспергировании жидкости, поскольку увеличивается не только поверхность межфазного контакта, но и время пребывания частиц в аппарате.

Частота вращения ротора на движение частиц (в вертикальной плоскости) как малого, так и большого диаметров не оказывала существенного

воздействия. При движении частиц в горизонтальной плоскости увеличение частоты вращения ротора уменьшает влияние газового потока на движение более крупных частиц, так как увеличивается центробежная сила. Для мелких частиц воздействие центробежной силы уменьшается, и на их движение частота вращения ротора оказывает меньшее воздействие по сравнению с влиянием газового потока.

Полученные теоретические траектории движения капель жидкости сравнивались с экспериментальными исследованиями, в которых изучались траектории движения твердых частиц в закрученном потоке. Получена удовлетворительная сходимость сравниваемых результатов. Среднее относительное отклонение расчетных и экспериментальных величин составило около 9%. Поэтому для инженерных расчетов движения капель диспергируемой жидкости можно использовать уравнения (1).

Результаты анализа движения капель жидкости показывают, что с уменьшением диаметра капель жидкости возможен их унос из зоны контакта при увеличении диаметра аппарата. Поэтому аппарат целесообразно изготавливать диаметром не более 0,5–1 м, что соответствует рекомендациям других авторов для такого типа аппаратов [2, 3].

Выводы

1. Выполнено исследование распределения тангенциальной и осевой скоростей газа в рабочих зонах аппарата, а также получено математическое описание траекторий движения частиц жидкости в закрученном газовом потоке.

2. На основе численного решения системы дифференциальных уравнений и с учетом экспериментально полученного распределения скоростей газа рассчитано движение частиц жидкости в рабочей зоне роторного дисперсионно-пленочного аппарата. Выполнен анализ влияния режимных параметров на гидродинамику.

Литература

1. Люতারевич, И. А. Исследование гидродинамики в неорошаемом роторном массообменном аппарате / И. А. Люতারевич, В. А. Марков, А. И. Вилькоцкий // Труды БГТУ. Сер. III, Химия и технология неорганич. в-в. – 2006. – Вып. XIV. – С. 103–105.
2. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / В. М. Олевский [и др.]; под общ. ред. В. М. Олевского. – М.: Химия, 1988. – 240 с.
3. Василюнец, И. М. Роторные пленочные аппараты в пищевой промышленности / И. М. Василюнец, А. Г. Сабуров. – М.: Агропромиздат, 1989. – 136 с.